



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107488104 A

(43)申请公布日 2017. 12. 19

(21)申请号 201710744154.5

C07C 31/10(2006.01)

(22)申请日 2017.08.25

C07C 31/12(2006.01)

(71)申请人 山东扬子化工有限公司

地址 277500 山东省枣庄市滕州市木石镇
高科技化工园区

申请人 中国科学院过程工程研究所

(72)发明人 曹文林 华超 陆平 白芳 张旭

(74)专利代理机构 北京市领专知识产权代理有限公司 11590

代理人 杨兵

(51)Int. Cl.

C07C 29/84(2006.01)

C07C 29/80(2006.01)

C07C 31/04(2006.01)

C07C 31/08(2006.01)

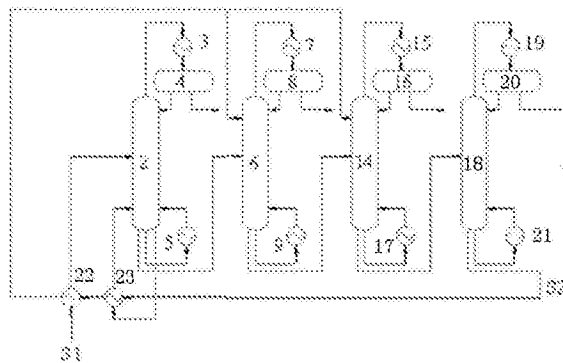
权利要求书1页 说明书3页 附图1页

(54)发明名称

一种用于提纯杂醇油的节能型精馏系统和节能型精馏方法

(57)摘要

本发明公开了一种用于提纯杂醇油的节能型精馏系统,其包括:杂醇油进料换热器(22),甲醇精馏塔(2)、乙醇精馏塔(6)、杂醇精馏塔(14)、萃取剂回收塔(18),其中甲醇塔(2)底部还设有甲醇塔塔底换热器(23),杂醇油进料管线(S1)流经所述杂醇油进料换热器(22)后通往甲醇塔,甲醇塔(2)的塔底出料管线作为乙醇塔(6)的进料管线,乙醇塔(6)的塔底出料管线作为杂醇塔(14)的进料管线,杂醇塔(14)的塔底出料管线作为萃取剂回收塔(18)的进料管线,萃取剂回收塔塔底出料管线(S2)先后流经所述甲醇塔塔底换热器(23)和杂醇油进料换热器(22)进行换热后,分为两支,一支通入乙醇塔(23),另一支通入杂醇塔(14)。



1. 一种用于提纯杂醇油的节能型精馏系统,其特征在于,其包括:

杂醇油进料换热器(22),甲醇精馏塔(2)、乙醇精馏塔(6)、杂醇精馏塔(14)、萃取剂回收塔(18),各塔具有各自的塔顶冷凝器、塔顶冷凝液回流管、塔顶冷凝液采出管、塔底再沸器和塔底出料管线,此外,甲醇塔(2)底部还设有甲醇塔塔底换热器(23)作为甲醇塔的第二塔底再沸器;其中,杂醇油进料管线(S1)流经所述杂醇油进料换热器(22)后通往甲醇塔,甲醇塔(2)的塔底出料管线作为乙醇塔(6)的进料管线,乙醇塔(6)的塔底出料管线作为杂醇塔(14)的进料管线,杂醇塔(14)的塔底出料管线作为萃取剂回收塔(18)的进料管线,萃取剂回收塔塔底出料管线(S2)先后流经所述甲醇塔塔底换热器(23)与甲醇塔塔底循环物流换热以及流经杂醇油进料换热器(22)与杂醇油进料换热后,分为两支,一支通入乙醇塔(23),另一支通入杂醇塔(14)。

2. 一种用于提纯杂醇油的节能型精馏方法,其特征在于,其使用根据权利要求1所述的节能型精馏系统,具体步骤如下:杂醇油进料首先流经杂醇油进料换热器(22)与所述萃取剂回收塔(18)的塔底出料换热后,作为进料流入所述甲醇塔(2),甲醇塔(2)塔顶采出富甲醇物流,塔底采出贫甲醇物流并通入到乙醇塔(6)中,乙醇塔(6)塔顶采出富乙醇物流,塔底采出贫乙醇物流并通入到杂醇塔(14)中,杂醇塔(14)塔顶采出富杂醇物流,塔底采出贫杂醇物流并通入到萃取剂回收塔(18)中,萃取剂回收塔(18)塔顶采出废水,塔底采出富萃取剂物流并作为萃取剂回收塔(18)的塔底出料先后通入所述甲醇塔塔底换热器(23)和所述杂醇油进料换热器(22),以分别用于加热甲醇塔塔底循环物流和杂醇油进料,然后分为两支,一支通入所述乙醇塔(23),另一支通入杂醇塔(14),实现萃取剂的循环利用。

3. 根据权利要求2所述的用于提纯杂醇油的节能型精馏方法,其特征在于,所述甲醇塔(2)为常压塔;所述乙醇塔(6)为减压塔,其操作压力为70-90kPa;所述杂醇塔(14)为减压塔,其操作压力为50-70kPa;所述萃取剂回收塔(18)为减压塔,其操作压力为20-50kPa。

4. 根据权利要求2所述的用于提纯杂醇油的节能型精馏方法,其特征在于,所述乙醇塔(6)和所述杂醇塔(14)为萃取精馏塔。

5. 根据权利要求2所述的用于提纯杂醇油的节能型精馏方法,其特征在于,所述萃取剂为N,N-二甲基乙酰胺和乙二醇的混合物,混合质量比为10:90。

6. 根据权利要求2所述的用于提纯杂醇油的节能型精馏方法,其特征在于,所述萃取剂回收塔(18)的塔底出料被认为两支后,一支通入所述乙醇塔(23)顶部,另一支通入杂醇塔(14)顶部。

一种用于提纯杂醇油的节能型精馏系统和节能型精馏方法

技术领域

[0001] 本发明属于精馏提纯技术领域,特别涉及对杂醇油进行提纯的节能型精馏系统和节能型精馏方法。

背景技术

[0002] 在甲醇精馏装置工艺中,为保证塔顶精甲醇的产品质量,在常压塔的侧线采出部分杂醇油,目前大部分企业均将其作为廉价的调油处理,造成资源的极大浪费。通过对杂醇油组分分析可知,其中含有化合物甲醇、乙醇、丙醇、丁醇等各种脂肪醇,故称其为杂醇油,这些脂肪醇具有较高的附加值,若将其回收利用,既能保护环境又能为企业减轻一定的压力。

[0003] 图1是杂醇油的传统精馏方法,杂醇油原料S1进入进料预热器1加热到泡点温度,然后进入甲醇塔2;甲醇塔2的塔顶蒸汽经过甲醇塔塔顶冷凝器3冷凝为液体,进入甲醇塔回流罐4,一部分回流至甲醇塔2塔顶,一部分采出,塔底采出物料进入乙醇塔6;萃取剂从乙醇塔6塔顶输入,乙醇塔6的塔顶蒸汽经过乙醇塔塔顶冷凝器7冷凝为液体,进入乙醇塔回流罐8,一部分回流至乙醇塔6塔顶,一部分采出,塔底采出物料进入萃取剂预回收塔10;萃取剂预回收塔10的塔顶蒸汽经过萃取剂回收塔塔顶冷凝器11冷凝为液体,进入萃取剂预回收塔塔顶冷凝物回流罐12,一部分回流至萃取剂预回收塔10塔顶,一部分采出进入杂醇塔14,塔底采出的萃取剂物料进入乙醇塔6,循环使用;另外一部分的萃取剂从杂醇塔14塔顶输入,杂醇塔14的塔顶蒸汽经过杂醇塔塔顶冷凝器15冷凝为液体,进入杂醇塔回流罐16,一部分回流至杂醇塔14塔顶,一部分采出,塔底采出物料进入第二萃取剂回收塔18;第二萃取剂回收塔18的塔顶蒸汽经过萃取剂回收塔塔顶冷凝器19冷凝为液体,进入萃取剂回收塔回流罐20,一部分回流至萃取剂回收塔18塔顶,一部分采出,塔底采出的富含萃取剂的物料被循环回到杂醇塔14塔顶,循环使用;所有塔均为常压操作。

[0004] 在传统的杂醇油精馏系统中,要消耗大量的热,如何减少热公用工程的用量,优化系统换热网络,合理利用精馏过程中物流的余温,是精馏过程中需要解决的关键问题;同时,杂醇油的精馏提纯过程中,如何合理选择萃取剂,优化设备投资,亦是需要解决的关键问题。

[0005] 众多技术人员采用差压热耦合、热泵精馏等方式,这些方式可以在一定程度上减少运行中热公用工程的用量,但由于换热网络过于复杂,增加了操作中的实际难度;同时,热泵精馏需要增加压缩机等高成本设备,并增加耗电量。因此,需要开发出一种简单且高效的精馏节能工艺解决实际问题。

[0006] 本发明旨在解决上述问题。

发明内容

[0007] 本发明的第一方面提供了一种用于提纯杂醇油的节能型精馏系统,其包括:

[0008] 杂醇油进料换热器(22),甲醇精馏塔(2)、乙醇精馏塔(6)、杂醇精馏塔(14)、萃取

剂回收塔(18),各塔具有各自的塔顶冷凝器、塔顶冷凝液回流管、塔顶冷凝液采出管、塔底再沸器和塔底出料管线,此外,甲醇塔(2)底部还设有甲醇塔塔底换热器(23)作为甲醇塔的第二个塔底再沸器;其中,杂醇油进料管线(S1)流经所述杂醇油进料换热器(22)后通往甲醇塔,甲醇塔(2)的塔底出料管线作为乙醇塔(6)的进料管线,乙醇塔(6)的塔底出料管线作为杂醇塔(14)的进料管线,杂醇塔(14)的塔底出料管线作为萃取剂回收塔(18)的进料管线,萃取剂回收塔(18)的塔底出料管线(S2)先后流经所述甲醇塔塔底换热器(23)与甲醇塔塔底循环物流换热以及流经杂醇油进料换热器(22)与杂醇油进料换热后,分为两支,一支通入乙醇塔(23),另一支通入杂醇塔(14)。

[0009] 本发明的第二方面提供了一种用于提纯杂醇油的节能型精馏方法,其使用如本发明第一方面所述的节能型精馏系统,具体步骤如下:杂醇油进料首先流经杂醇油进料换热器(22)与所述萃取剂回收塔(18)的塔底出料换热后,作为进料流入所述甲醇塔(2),甲醇塔(2)塔顶采出富甲醇物流,塔底采出贫甲醇物流并通入到乙醇塔(6)中,乙醇塔(6)塔顶采出富乙醇物流,塔底采出贫乙醇物流并通入到杂醇塔(14)中,杂醇塔(14)塔顶采出富杂醇物流,塔底采出贫杂醇物流并通入到萃取剂回收塔(18)中,萃取剂回收塔(18)塔顶采出废水,塔底采出富萃取剂物流并作为萃取剂回收塔(18)的塔底出料先后通入所述甲醇塔塔底换热器(23)和所述杂醇油进料换热器(22),以分别用于加热甲醇塔塔底循环物流和杂醇油进料,然后分为两支,一支通入所述乙醇塔(23),另一支通入杂醇塔(14),实现萃取剂的循环利用。

[0010] 在本发明的第二方面的优选实施方案中,所述甲醇塔(2)为常压塔;所述乙醇塔(6)为减压塔,其操作压力为70-90kPa;所述杂醇塔(14)为减压塔,其操作压力为50-70kPa;所述萃取剂回收塔(18)为减压塔,其操作压力为20-50kPa。

[0011] 在本发明的第二方面的优选实施方案中,所述乙醇塔(6)和所述杂醇塔(14)为萃取精馏塔。

[0012] 在本发明的第二方面的优选实施方案中,所述萃取剂为N,N-二甲基乙酰胺和乙二醇的混合物,混合质量比为10:90。

[0013] 在本发明的第二方面的优选实施方案中,所述萃取剂回收塔(18)的塔底出料被认为两支后,一支通入所述乙醇塔(23)顶部,另一支通入杂醇塔(14)顶部,当然,从塔的中上部进入通入也是可以的。

[0014] 本发明中所述“富XX物流”和“贫XX物流”是指相对于塔进料中的XX组分而言,XX组分浓度提高后的物流,称为“富XX物流”,XX组分浓度降低后的物流,称为“贫XX物流”。

[0015] 本发明有益效果:

[0016] 1、相比于现有技术的精馏系统,本发明省略了萃取剂预回收塔10,即在乙醇塔6和杂醇塔14之间不再设有萃取剂回收塔,所有萃取剂均在杂醇塔14之后的单个萃取剂回收塔中进行回收,既省略了设备投资,又节约了能耗。

[0017] 2、本发明在甲醇塔2的底部增设了甲醇塔塔底换热器23,并利用萃取剂回收塔18的塔底出料的余温对甲醇塔塔底循环物流进行加热,起到了第二再沸器的作用,减少了甲醇塔塔底再沸器的热负荷,节约了能耗。本发明还用杂醇油进料换热器22代替了现有技术中的进料预热器1,同样利用萃取剂回收塔的塔底出料的余温来预热杂醇油进料物流,节约了能耗。

[0018] 3、乙醇塔6、杂醇塔14和萃取剂回收塔18采用减压操作,也降低了能耗。

[0019] 4、在上述节约能耗的基础上,仍可保持各塔的塔顶采出物和塔底采出物纯度不变,不降低产品品质。

附图说明

[0020] 图1是现有技术中用于提纯杂醇油的精馏系统示意图;

[0021] 图2是本发明的用于提纯杂醇油的节能型精馏系统示意图。

[0022] 图中附图标记含义如下:1-进料预热器,2-甲醇塔,3-甲醇塔塔顶冷凝器,4-甲醇回流罐,5-甲醇塔塔底再沸器,6-乙醇塔,7-乙醇塔塔顶冷凝器,8-乙醇回流罐,9-乙醇塔塔底再沸器,10-萃取剂预回收塔,11-萃取剂预回收塔塔顶冷凝器,12-萃取剂预回收塔塔顶冷凝物回流罐,13-萃取剂预回收塔塔底再沸器,14-杂醇塔,15-杂醇塔塔顶冷凝器,16-杂醇回流罐,17-杂醇塔塔底再沸器,18-萃取剂回收塔,19-萃取剂回收塔塔顶冷凝器,20-萃取剂回收塔塔顶冷凝物回流罐,21-萃取剂回收塔塔底再沸器,22-杂醇油进料换热器,23-甲醇塔塔底换热器,S1-杂醇油进料管线,S2-萃取剂回收塔塔底出料管线。

具体实施方式

[0023] 以下实施例旨在说明本发明的内容,而不是对本发明保护范围的进一步限定。各实施例中均使用如图2所示的精馏系统,其操作方法如本发明第二部分所示,不再赘述。

[0024] 对比实施例1

[0025] 以年处理杂醇油量5万吨为例,杂醇油进料组成为甲醇40%,乙醇6%,异丙醇2%,正丁醇2%,和水50%。使用如图1所示的现有技术的精馏系统和精馏方法,即各塔均常压操作并且不利用溶剂回收塔塔底物流余温进行换热的情况下,整个系统需要消耗掉的热公用工程量为20967.0kw。

[0026] 实施例1

[0027] 仍以年处理杂醇油量5万吨为例,杂醇油进料组成为甲醇40%,乙醇6%,异丙醇2%,正丁醇2%,和水50%。使用如图2所示的本发明的节能型精馏系统和精馏方法,整个系统需要消耗掉的热公用工程量为16092.7kw,而各塔的产出物中目标产品纯度不降低。因此,本发明精馏提纯节能工艺能够使整个系统节省23%的热公用工程用量。

[0028] 对比实施例2

[0029] 以年处理杂醇油量8万吨为例,杂醇油进料组成为甲醇30%,乙醇10%,异丙醇5%,正丁醇5%,和水50%。使用如图1所示的现有技术的精馏系统和精馏方法,即各塔均常压操作并且不利用溶剂回收塔塔底物流余温进行换热的情况下,整个系统需要消耗掉的热公用工程量为30357.0kw。

[0030] 实施例2

[0031] 仍以年处理杂醇油量8万吨为例,杂醇油进料组成为甲醇30%,乙醇10%,异丙醇5%,正丁醇5%,和水50%。使用如图2所示的本发明的节能型精馏系统和精馏方法,整个系统需要消耗掉的热公用工程量为25111.1kw,而各塔的产出物中目标产品纯度不降低。因此,本发明精馏提纯节能工艺能够使整个系统节省167%的热公用工程用量。

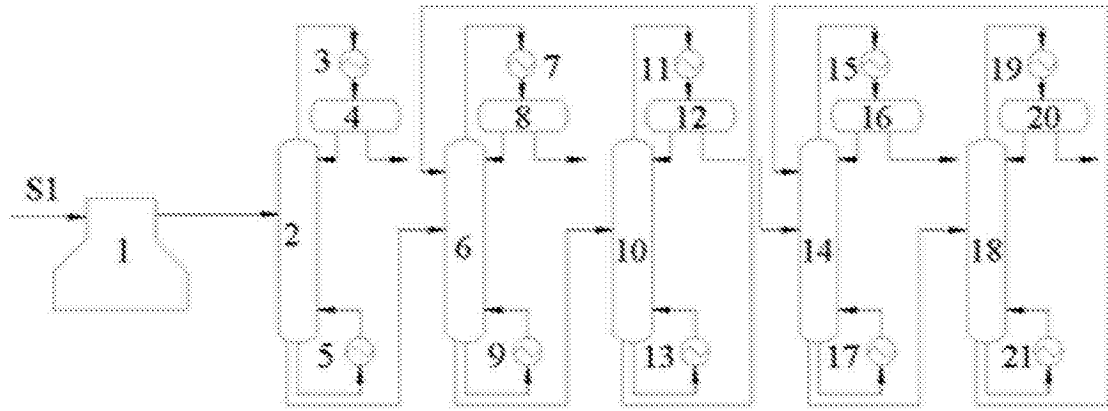


图1

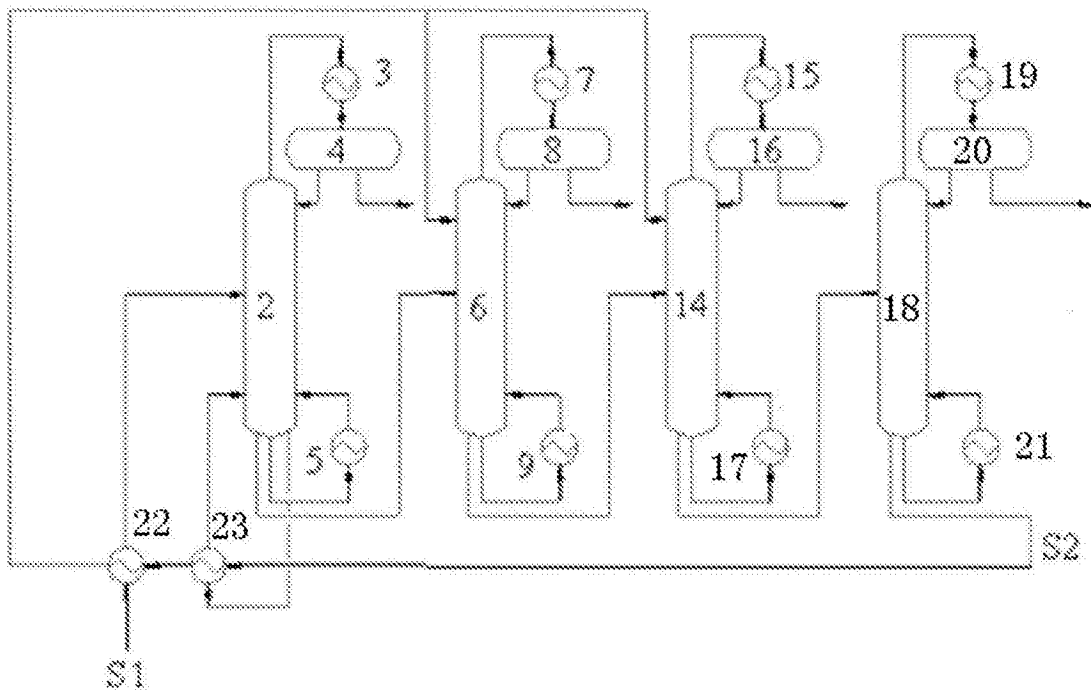


图2